

УДК 662.612.3

Ю. М. КРУТОВ, Д. В. РЕШЕТНЯК

Восточноукраинский национальный университет имени Владимира Даля, г. Луганск

И. И. ТОКАРЕВ

ООО «Ремо», г. Свердловск

МОДЕЛИРОВАНИЕ ГОРЕНИЯ ПЫЛЕВИДНОЙ КОКСОВОЙ ЧАСТИЦЫ В ПРИСУТСТВИИ ВОДЯНОГО ПАРА

В работе предлагается математическая модель для расчета количественных характеристик горения пылевидной коксовой частицы и влияния водяного пара в топочном объеме на процесс горения. Для тестирования предлагаемой модели в работе рассчитывается динамика и полное время τ_c выгорания частиц кокса с исходным размером 50–300 мкм при разном содержании кислорода в камере сгорания. Показано хорошее совпадение расчетного τ_c с опытными данными. Также, полученное расчетным путем значение удельной теплоты сгорания горючей массы кокса хорошо согласуется с табличной величиной. Установлено, что повышение содержания в топочном объеме водяного пара несущественно влияет на динамику выгорания коксовых частиц, но снижает их температуру и теплоту сгорания топлива. Разработанная модель может быть использована в угольной теплоэнергетике для анализа особенностей горения пылеугольного топлива в зависимости от условий топочного процесса.

У роботі запропоновано математичну модель для розрахунку кількісних характеристик горіння пилоподібної коксової частинки та впливу водяної пари в об'ємі топки на процес горіння. Для тестування пропонованої моделі в роботі розраховується динаміка і повний час τ_c вигорання частинок коксу із початковим розміром 50–300 мкм при різному вмісті кисню в камері згорання. Показаний хороший збіг розрахованого τ_c з даними експериментів. Також, отримане розрахунковим шляхом значення питомої теплоти згорання горючої маси коксу добре узгоджується із табличною величиною. Встановлено, що збільшення вмісту в об'ємі топки водяної пари несуттєво впливає на динаміку вигорання коксових частинок, але знижує їх температуру і теплоту згорання палива. Розроблена модель може бути використана у вугільній теплоенергетиці для аналізу особливостей горіння пилувугільного палива залежно від умов паливного процесу.

Постановка проблемы

Пылевидный способ сжигания угольного топлива в факеле имеет ряд преимуществ по сравнению с распространенным слоевым методом. При измельчении топлива увеличивается отношение площади угольных частиц к их массе, т.е. возрастает поверхность реагирования углерода с молекулами окислителя. Кроме того, летучие компоненты, выделяемые мелкими частицами пылеугольного топлива (ПУТ), насыщают газовый объем, образуя горючую газоздушную смесь, которая и начинает гореть [1]. Это обеспечивает быстрое сгорание топлива в факеле, снижение температуры и времени воспламенения ПУТ [2].

Математическое моделирование процессов, происходящих при горении ПУТ в факеле, осложняется тем, что далеко не всегда известны точные исходные данные для уравнений, описывающих эти процессы. Необходимо знать законы химической кинетики, как на поверхности кокса, так и в газовой фазе в окрестности топливной частицы, температуру и состав газов, взаимодействующих с ее поверхностью и т.д.

Важным фактором, влияющим на горение ПУТ, является наличие водяного пара в топочном объеме. Пар выступает дополнительным окислителем углерода топливной частицы, а также ускоряет догорание угарного газа (СО) в газовой фазе. Отметим, что водяной пар в топочном объеме должен вести себя как обычный газовый компонент смеси,

поскольку температура среды гораздо выше критической температуры воды (647.3 К). Пар присутствует во вдуваемом воздухе, также он испаряется из ПУТ, имеющего некоторую начальную влажность. Кроме того, может использоваться композиционное топливо типа водоугольной суспензии (ВУС), в котором вода, наряду с измельченным углем, является основным компонентом [3]. Чаще всего ВУС распыляется в топочный объем через форсунку в виде мелких капель и сжигается факельным или вихревым способом. Горение тонкодисперсных частиц угля в капле начинается после испарения ~ 70 % влаги [4]. По сравнению с сухим пылеугольным сжиганием, использование ВУС снижает эксплуатационные расходы и практически сводит на нет вероятность взрыва угольной пыли. Также существенно уменьшаются трудности, связанные с переходом от одного сорта угля к другому. Высокая полнота сгорания ВУС приводит к тому, что в процессе ее сжигания в атмосферу выделяется меньшее количество токсичных веществ. Более низкая температура в ядре факела снижает выбросы окислов азота по сравнению с пылеугольным сжиганием и сжиганием мазута [3].

Перспективность использования ВУС в энергетике требует разработки математических моделей комплексно учитывающих влияние паров воды на сгорание угольных частиц в ВУС.

Анализ научных исследований и публикаций

Проблеме математического моделирования процессов при выгорании мелких угольных частиц посвящен ряд работ (см. напр. [5–7]). В них для исследования тепловых режимов горения, как правило, рассматривается квазистационарная или нестационарная краевая задача тепломассообмена между частицей и газовой средой. Такие модели дают качественное представление о профилях температуры и концентрации газовых компонент вокруг горящей частицы, но они достаточно сложны для использования в прикладных расчетах. Для практических расчетов выгорания ПУТ широко используется схема негорящего пограничного слоя в теории приведенной пленки [1]. Эта теория позволяет грубо оценить давление окислителя и продуктов горения на поверхности частицы и ее полное время сгорания, но рассчитать температуру горящих частиц и динамику их выгорания данная методика не позволяет. В ряде работ (напр., [8–10]) также производилось моделирование горения капли ВУС в газовом потоке.

Цель исследования

В данном исследовании поставлена задача разработать и реализовать схему для расчета количественных характеристик процесса горения коксовой частицы и влияния водяного пара в топочном объеме на выгорание ПУТ. В частности, необходимо:

- с хорошей для практических задач точностью определять динамику, температуру и полное время выгорания пылеугольной частицы в атмосфере с заданными параметрами газовой смеси;
- определять теплоту сгорания ПУТ в атмосфере с произвольным содержанием паров воды с учетом тепловых эффектов реакций горения на поверхности частиц и в газовой фазе;
- модель должна позволять проводить детальный анализ особенностей горения коксовых частиц в зависимости от условий топочного процесса.

Тестирование модели проводится сравнением результатов расчета с опытными данными.

Основные материалы исследования

Принято считать, что процесс горения угольной частицы можно разбить на относительно независимые стадии: I) прогрев частицы до выхода и воспламенения летучих; II) горение летучих веществ около частицы, способствующее ее быстрому прогреву; III) горение коксового остатка, состоящего практически только из углерода и золы. Горение летучих, как и прогрев частиц, – относительно быстрый процесс по сравнению с горением коксового остатка. В данной работе рассматривается горение коксового остатка, поскольку это наиболее длительная стадия выгорания пылеугольной частицы (до 90 % общего времени) [1], в течение которой выделяется почти вся тепловая энергия. Расчеты проводятся для

коксового остатка антрацита. Наличием золы в частице мы пренебрегаем ввиду, во-первых, ее малого содержания в этом типе угля (4-5 % [2]) и, во-вторых, при тонком размоле углей, зола может отделяться от горючей массы топлива. В основу расчетов положена следующая физическая модель:

1. *Химическое реагирование углерода кокса.* Кинетическая схема, используемая в работе для описания газификации углерода, формально характеризуется следующими гетерогенными реакциями [1] с соответствующими тепловыми эффектами:

- 1 $C + O_2 \rightarrow CO_2 + 395 \text{ кДж/моль}$
- 2 $2C + O_2 \rightarrow 2CO + 219 \text{ кДж/моль}$
- 3 $C + CO_2 \rightarrow 2CO - 175.5 \text{ кДж/моль}$
- 3* $C + H_2O \rightarrow CO + H_2 - 130.5 \text{ кДж/моль}$
- 3** $C + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2 - 132 \text{ кДж/моль}$
- 3*** $C + 2H_2 \rightarrow CH_4 - 74.9 \text{ кДж/моль}$

Горение выделяемого CO и H₂ определяется реакциями в газовой фазе:

- 4 $CO + 1/2O_2 \rightarrow CO_2 + 285 \text{ кДж/моль}$
- 4* $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2 + 40.4 \text{ кДж/моль}$
- 4** $H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O + 115.5 \text{ кДж/моль}$

Отметим, что водород, который образуется в реакциях 3* и 3**, реагирует с кислородом непосредственно у поверхности частицы в реакции 4** намного быстрее, чем с углеродом в реакции 3***. Поэтому реакцию 3*** в процессе газификации углерода можно не учитывать, также можно пренебречь реакцией 3**, т.к. она менее вероятна, чем 3* [1].

Скорости w_i реакций 1-3* определяются их константами скоростей k_i и концентрациями n_i^R газовых компонент, участвующих в той или иной реакции на поверхности частицы: $w_i = k_i n_i^R$, 1/(м²с). Зависимость констант скоростей от температуры задается законом Аррениуса:

$$k_i = k_{0i} \exp\left(-\frac{E_i}{R_g T_p}\right),$$

где $k_{0i} = 10^{(0.2 \cdot 10^{-4} E_i + 2)}$, м/с – предэкспоненциальный множитель [11];

E_i – энергия активации данной реакции;

$R_g = 8.31 \text{ Дж/(моль} \cdot \text{К)}$ – универсальная газовая постоянная;

T_p – температура коксовой частицы.

Энергия активации реакции 1 для кокса антрацита $E_1 = 155 \text{ кДж/моль}$ [11], ее значения для реакций (2-3*) связаны с E_1 как: $E_2 = 1.1E_1$, $E_3 = 2.2E_1$, $E_{3*} = 1.6E_1$ [1].

2. *Газовые компоненты на поверхности частицы.* Известно, что догорание CO не оказывает заметного влияния на скорость выгорания пылевидных угольных частиц [12]. Поэтому концентрации газовых компонент у поверхности частицы (предполагается, что она имеет сферическую форму) найдем из уравнения диффузионного обмена для радиальной симметрии без источников в объеме:

$$\frac{d}{r^2 dr} \left(r^2 D_i \rho_g \frac{dY_i}{dr} \right) = 0, \quad (1)$$

с граничными условиями: $D_i \rho_g \frac{dY_i}{dr} \Big|_{r=R} = -j_i^R$, $Y_i \Big|_{r \rightarrow \infty} = Y_i^0 = \text{const}$,

где r – радиальная координата; $R = \delta/2$ – текущий радиус частицы;

D_i – коэффициенты бинарной диффузии газовых компонент в смеси;

ρ_g – плотность газовой смеси; Y_i – относительные массовые концентрации газовых компонент;

j_i^R – их потоки на поверхности частицы, кг/(м²с).

Поскольку азот в нашей схеме не реагирует с углеродной поверхностью, а водяной пар реагирует по реакции 3*, но немедленно восстанавливается в реакции 4**, то для них $j_{N_2}^R = j_{H_2O}^R = 0$. Потоки остальных компонент на поверхности частицы с учетом того, что скорость приповерхностной реакции 4** лимитируется реакцией 3*, будут:

$$\begin{aligned} j_{O_2}^R &= -[(k_1 + k_2)(1 + \gamma)Y_{O_2}^R + 0.5k_{3*}Y_{H_2O}^R] \rho_g^R, \\ j_{CO_2}^R &= [k_1(1 + \gamma)Y_{O_2}^R - k_3Y_{CO_2}^R] \rho_g^R, \\ j_{CO}^R &= [2k_2(1 + \gamma)Y_{O_2}^R + 2k_3Y_{CO_2}^R + k_{3*}Y_{H_2O}^R] \rho_g^R, \end{aligned} \quad (2)$$

где $\gamma = k_v / (k_1 + k_2)$ – коэффициент, учитывающий внутреннее реагирование кислорода на поверхности пор частицы, в котором k_v – эффективная константа внутреннего реагирования, определяемая как:

$$k_v = \frac{D_{O_2}^v}{R} (Se_v \tanh Se_v - 1), \quad Se_v = \sqrt{\frac{(k_1 + k_2)s_v R^2}{D_{O_2}^v}},$$

где Se_v – критерий Семенова для внутреннего реагирования кислорода [1];

s_v – удельная поверхность пор ($s_v \sim 10^4$ м²/м³ [1]);

$D_{O_2}^v = D_{O_2}^R (1 - \rho_c / \rho_0)^2$ – коэффициент внутренней диффузии кислорода в порах [13];

($\rho_c = 1450$ кг/м³, $\rho_0 \approx 2000$ кг/м³ – кажущаяся и истинная плотность антрацитового кокса).

Массовые концентрации газовых компонент на поверхности частицы найдем с учетом (2) после интегрирования (1) и некоторых преобразований:

$$\begin{aligned} Y_{O_2}^R &= \frac{Y_{O_2}^0 - 0.5k_{3*}Y_{H_2O}^R R / D_{O_2}^R}{1 + (k_1 + k_2)(1 + \gamma)R / D_{O_2}^R}, \quad Y_{CO_2}^R = \frac{Y_{CO_2}^0 + k_1(1 + \gamma)Y_{O_2}^R R / D_{CO_2}^R}{1 + k_3 R / D_{CO_2}^R}, \\ Y_{CO}^R &= Y_{CO}^0 + \frac{2k_2(1 + \gamma)Y_{O_2}^R + 2k_3Y_{CO_2}^R + k_{3*}Y_{H_2O}^R}{D_{CO}^R} R, \\ Y_{H_2O}^R &= Y_{H_2O}^0, \quad Y_{N_2}^R = Y_{N_2}^0. \end{aligned} \quad (3)$$

где $Y_i^0 = P_i^0 m_i / \sum_i P_i^0 m_i$ – относительные массовые концентрации компонент в газовом потоке (P_i^0 , m_i – парциальные давления компонент в потоке и массы их молекул). Концентрации компонент на поверхности частицы связаны с (3) как: $n_i^R = \rho_g^R Y_i^R / m_i$, где плотность газовой смеси определяется уравнением состояния $\rho_g^R = P_g / \left(k_B T_p \sum_i Y_i^R / m_i \right)$, в котором $k_B = 1.38 \cdot 10^{-23}$ Дж/К – постоянная Больцмана. В качестве D_i^R используем коэффициенты диффузии газовых компонент в воздухе при температуре T_p и общем давлении $P_g = 1$ атм, вычисленные по методу Фуллера-Шеттлера-Гиддингса [14]:

$$D_i^R = \frac{1 \cdot 10^{-7} T_p^{1.75} \sqrt{1/M_i + 1/M_{air}}}{(V_i^{1/3} + V_{air}^{1/3})^2}, \quad \text{м}^2/\text{с}$$

где $M_{O_2} = 32$, $M_{CO_2} = 44$, $M_{H_2O} = 18$, $M_{N_2} = 28$ г/моль, $M_{air} = 29$ г/моль; $V_{O_2} = 16.6$, $V_{CO_2} = 26.9$, $V_{H_2O} = 12.7$, $V_{N_2} = 17.9$, $V_{air} = 20.1$ – диффузионные объемы молекул.

3. *Температура частицы.* Температуру горячей пылевидной частицы определим из уравнения ее теплового баланса:

$$\frac{d(M_p c_p T_p)}{dt} = S_p (q_c - q_t - q_r - q_d - q_s), \quad (4)$$

где $M_p = 4/3 \pi R^3 \rho_c$, $S_p = 4 \pi R^2$ – масса и площадь внешней поверхности коксовой частицы;

c_c – удельная теплоемкость кокса.

Углерод кокса топлива по своей структуре близок к графиту, поэтому в качестве c_c [Дж/(кг·К)] используем эмпирическую температурную зависимость для графита [15]:

$$c_c = 2023.145 + 7.8645 \cdot 10^{-2} T_p - 4.26709 \cdot 10^{-8} T_p^{-2} + 1.3203 \cdot 10^{-11} T_p^{-3} - 1.199 \cdot 10^{-13} T_p^{-4}.$$

Правая часть выражения (4) включает следующие слагаемые:

$q_c = [(w_1 e_1 + w_2 e_2)(1 + \gamma) + w_3 e_3 + w_{3*}(e_{3*} + e_{4**})]/N_A$ – мощность тепловыделения на единице поверхности частицы за счет реакций (1-4*) (e_i – тепловые эффекты реакций, Дж/моль, $N_A = 6.02 \cdot 10^{23}$ моль⁻¹ – число Авогадро);

$q_t = \lambda_g^* Nu_t / \delta (T_p - T_{g0})$ – конвективный теплообмен частицы с газовой средой, где λ_g^* – теплопроводность газа в окрестности частицы, в качестве которой принята теплопроводность воздуха при температуре $T^* = (T_p + T_{g0})/2$:

$\lambda_g^* = 24.4 \cdot 10^{-3} (273.2 + C)(T^*/273.2)^{1.5} / (T^* + C)$, $C = 122$ [16], где T_{g0} – температура газа в потоке, $Nu_t \approx 2$ – тепловой критерий Нуссельта при малых скоростях обтекания частицы газом;

$q_r = \varepsilon \sigma (T_p^4 - T_e^4)$ – лучистый теплообмен частицы с облучателем, где $\varepsilon = 0.8$ – степень черноты частицы; $\sigma = 5.67 \cdot 10^{-8}$ Вт/(м²·К⁴) – постоянная Стефана-Больцмана, температура облучателя принята равной температуре газового потока $T_e = T_{g0}$;

$q_d = 7/2 k_B (w_1 + w_2)(1 + \gamma) + 4 k_B (w_3 + w_{3*})$ – отвод тепла от частицы диффузионной теплопроводностью;

$q_s = c_{pg}^R T_p U^R$ – отвод тепла от частицы стефановским потоком, где $U^R = k_B T_p / P_g \sum_i j_i^R / m_i$, $c_{pg}^R = [7/2 (n_{O_2}^R + n_{CO}^R + n_{N_2}^R) + 4 (n_{CO_2}^R + n_{H_2O}^R)] k_B$ – скорость

стефановского потока и теплоемкость единицы объема газа у поверхности частицы.

В принятой кинетической схеме поток углерода с поверхности частицы будет:

$$G_c = [w_1(1 + \gamma) + 2w_2(1 + \gamma) + w_3 + w_{3*}] \mu_c / N_A, \text{ кг/(м}^2\text{с)} \quad (5)$$

где $\mu_c = 12 \cdot 10^{-3}$ кг/моль – молярная масса углерода.

Изменение размера частицы во времени определяется уравнением:

$$\frac{d\delta}{dt} = - \frac{2G_c}{\rho_c}. \quad (6)$$

Теплота сгорания коксовой частицы может быть найдена интегрированием тепловой мощности, выделяемой на поверхности и за счет сгорания СО в газовом объеме:

$$Q_p \approx 4\pi \int_0^{\tau_c} R^2 (q_c + q_{CO}) dt, \quad (7)$$

где $q_{CO} = j_{CO}^R e_{CO} / \mu_{CO}$ ($e_{CO} = 283$ кДж/моль – теплота сгорания СО при незначительном содержании водяного пара в объеме;

$\mu_{CO} = 28 \cdot 10^{-3}$ кг/моль – молярная масса окиси углерода).

Тестирование модели горения частицы. Проверку используемой модели проведем сравнением вычисленного по ней времени сгорания коксового остатка угольной частицы и теплоты сгорания углеродного топлива с опытными данными. Время выгорания частиц кокса в диффузионном режиме, может быть приближенно найдено по эмпирической зависимости [2]:

$$\tau_c = k_c 2.21 \cdot 10^8 (1 - A_c) \frac{\rho_c \delta_0^2}{T_{g0}^{0.9} [O_2]}, \text{ с} \quad (8)$$

где k_c – опытный коэффициент, характеризующий выгорание частиц угля данной марки;

A_c – относительное содержание золы в коксовом остатке;

δ_0 – начальный размер частицы, м;

$[O_2]$ – содержание кислорода в газовом потоке, %.

Для антрацита $k_c = 1$, наличием золы пренебрегаем, т. е. $A_c = 0$. Изменение размера частицы в процессе ее выгорания подчиняется уравнению [2]:

$$\delta = \delta_0 (1 - t/\tau_c)^{1/2}. \quad (9)$$

Моделирование выгорания частиц проведем при парциальных давлениях газовых компонент в потоке $P_{O_2}^0 = 20$ и 15 кПа, $P_{CO_2}^0 = 5$ кПа, $P_{H_2O}^0 = 2$ кПа, $P_{CO}^0 = 0$ кПа, $P_{N_2}^0 = P_g - \sum P_i^0$ и его температуре $T_{g0} = 1400$ К. Для интегрирования (4) необходимо задать начальную температуру воспламенения коксовой частицы T_{p0} . Зависимость скорости газификации углерода (5) антрацитового кокса от температуры показана на рис. 1. Из него видно, что выгорание частиц различных размеров начинается при температуре примерно 1000 К, это значение и примем в качестве T_{p0} .

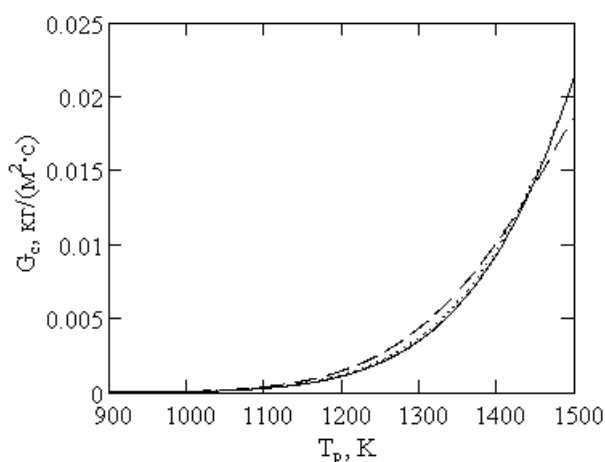


Рис. 1. Скорость газификации углерода с поверхности частиц размером: 50 мкм – сплошная линия, 100 мкм – точки, 300 мкм – пунктир

На рис. 2а приведены динамика выгорания и температура коксовой частицы с $\delta_0 = 150$ мкм, полученные численным интегрированием (4) и (6) методом Рунге-Кутты-Фелберга с использованием математической системы Maple. На начальной стадии, а также после

достижения частицей размера ~ 9 мкм при $P_{O_2}^0 = 20$ кПа и ~ 19 мкм при $P_{O_2}^0 = 15$ кПа она горит медленно, т.к. процесс протекает в кинетической области вследствие относительно невысокой температуры частицы. В этом режиме коэффициент диффузионного обмена $\alpha_d \gg k_{O_2} = k_1 + k_2$ (рис. 2б). Переход горения в кинетическую область может быть причиной механического недожога топлива, что сильнее проявляется при снижении концентрации кислорода в топочном объеме. К моменту перехода τ_c из диффузионной области в кинетическую частица теряет почти всю горючую массу, поэтому будем считать его временем сгорания частицы. На обоих рисунках сплошная линия соответствует давлению кислорода в объеме $-P_{O_2}^0 = 20$ кПа, пунктирная – $P_{O_2}^0 = 15$ кПа.

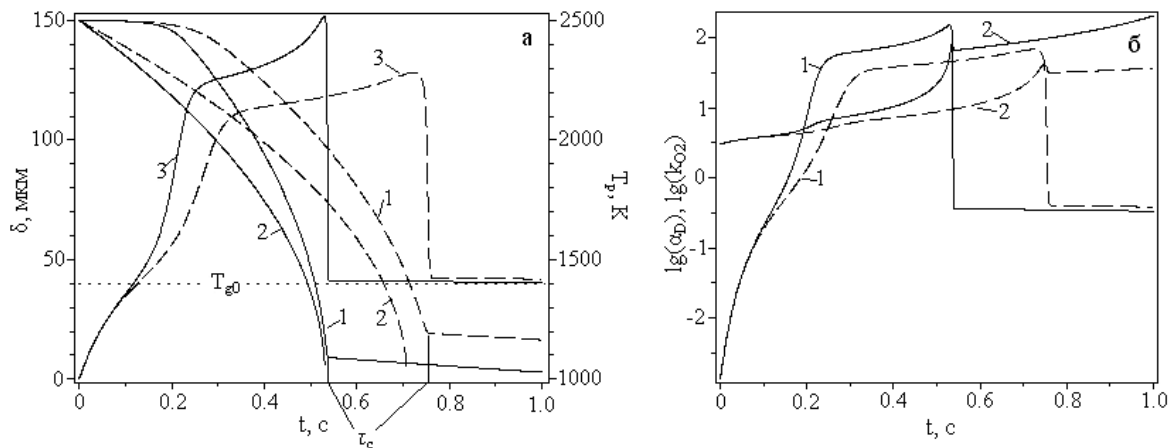


Рис. 2. а) изменение размера частицы и ее температуры в процессе выгорания: кривая 1 – наш расчет, 2 – расчет по формуле (9), 3 – температура частицы; б) зависимость от времени константы скорости k_{O_2} – кривая 1 и коэффициента диффузии α_d – кривая 2

Вычисленное время сгорания коксовых частиц с исходным размером 50–300 мкм при разном содержании кислорода приведено на рис. 3. Хорошее его совпадение с эмпирической зависимостью (8) для диффузионного горения указывает на то, что принятая модель правильно описывает скорость газификации мелких угольных частиц. Это также подтверждает то, что выделяемый СО догорает относительно далеко от мелких частиц, не оказывая большого влияния на доступ кислорода к поверхности. Установлено, что частицы с начальным размером ~ 100 мкм при $T_{g0} = 1400$ К сгорают, в основном, в диффузионной области. Для перевода горения тонкодисперсных частиц ($\delta_0 \sim 10$ мкм) в диффузионную область нужны более высокие температуры.

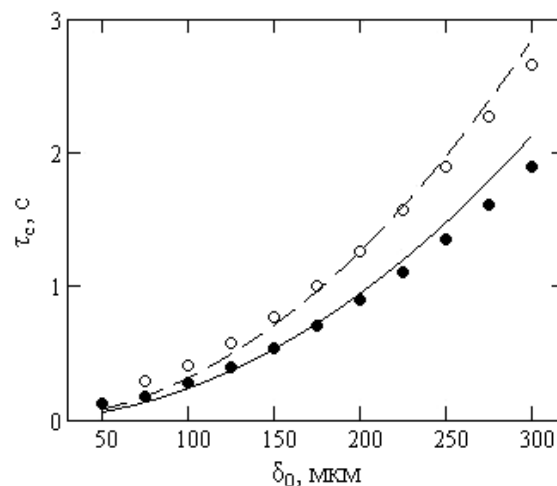


Рис. 3. Время сгорания коксовых частиц: ● – расчет для давлении кислорода в объеме $P_{O_2}^0 = 20$ кПа, ○ – расчет для $P_{O_2}^0 = 15$ кПа, сплошная линия и пунктир – зависимость (8) для $P_{O_2}^0 = 20$ и 15 кПа, соответственно.

Общая удельная теплота сгорания кокса при указанных условиях в топочном объеме оказалась $Q_c = Q_p / M_{p0} \approx 32$ МДж/кг. Из нее только примерно 12 МДж/кг дает гетерофазное горение углерода и приповерхностное сгорание H_2 , образующегося в реакции 3*, остальная энергия выделяется от сгорания СО в газовом объеме. Полученное расчетным путем значение Q_c хорошо согласуется с табличной величиной теплоты сгорания углерода кокса (около 33 МДж/кг).

Влияние водяного пара на горение коксовых частиц. Увеличение содержания водяного пара при неизменной температуре в топочном объеме будет способствовать ускорению догорания угарного газа $w_{CO} = w_4 + w_{4*}$ в газовой фазе, где скорости реакций 4 и 4* ($1/(m^3 c)$) также зависят от парциального давления пара и определяются как [17,18]:

$$w_4 = \frac{1.3 \cdot 10^8 N_A}{(R_g T_g)^2} \exp\left(-\frac{125580}{R_g T_g}\right) P_{CO} P_{H_2O}^{0.5} P_{O_2}^{0.5}, \quad w_{4*} = \frac{2.75 \cdot 10^6 N_A}{(R_g T_g)^2} \exp\left(-\frac{83720}{R_g T_g}\right) P_{CO} P_{H_2O},$$

где T_g, P_i – локальная температура газа и индивидуальные давления компонент. Это приведет к тому, что условный размер области выгорания СО около горячей частицы уменьшится. Мы, однако, как и раньше будем считать, что для мелких частиц горение СО не оказывает существенного влияния на доступ кислорода к поверхности кокса, и потоки газовых компонент на ней также определим из (2). На рис. 4а показаны потоки компонент на поверхности частицы $N_i^R = j_i^R S_p / m_i$ для давления пара в объеме $P_{H_2O}^0 = 2$ кПа (сплошные линии) и $P_{H_2O}^0 = 20$ кПа (пунктирные линии), ($\delta_0 = 150$ мкм, $T_{g0} = 1400$ К, $P_{O_2}^0 = 20$ кПа, $P_{CO_2}^0 = 5$ кПа, $P_{CO}^0 = 0$ кПа). При повышении содержания пара несколько увеличивается выход СО за счет интенсификации реакции 3* и возрастает потребление кислорода частицей за счет горения H_2 (по 4**) также выделяющегося в реакции 3* в большем количестве.

Изменение массообмена между частицей и газовой средой влияет на отвод тепла от нее диффузионной теплопроводностью и стефановским потоком, потеря тепла в эндотермической гетерогенной реакции 3* полностью не компенсируется приповерхностной реакцией 4**. Это, а также замедление экзотермических реакций 1 и 2, приводит к понижению температуры частицы на 120-180 градусов (рис. 4б). На рис. 4б также показано, что увеличение содержания водяного пара лишь незначительно влияет на динамику выгорания коксовой частицы: время ее сгорания τ_c уменьшилось с 0.54 с при $P_{H_2O}^0 = 2$ кПа до 0.52 с при $P_{H_2O}^0 = 20$ кПа. Это обусловлено влиянием на скорость выгорания конкурирующих процессов: дополнительный механизм газификации углерода по реакции 3* нивелируется уменьшением скоростей гетерогенных реакций 1-3 за счет снижения температуры.

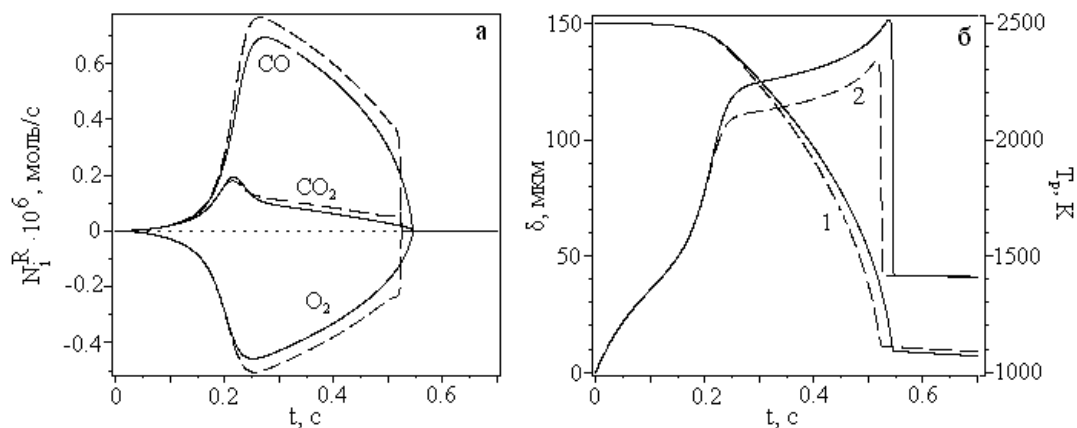


Рис. 4. а) Потоки газовых компонент на внешней поверхности частицы; б) Изменение размера частицы (кривые 1) и ее температуры (кривые 2) в процессе выгорания.

Теплоту сгорания кокса при значительном содержании в атмосфере топки водяного пара также найдем с помощью (7), но теплоту сгорания угарного газа зададим несколько по-другому. Будем исходить из того, что весь выделившийся СО сгорит в переходном слое и газовом потоке. Водород, образовавшийся в 4*, инициирует реакцию 4**, поэтому общий тепловой выход реакции 4* будет $e'_{4*} = 155.9 \text{ кДж/моль}$. Вклад в суммарный энерговыход параллельных реакций должен зависеть от соотношения их скоростей, поэтому эффективную теплоту сгорания СО оценим выражением $e_{CO} = e_4 w_4 / (w_4 + w_{4*}) + e'_{4*} w_{4*} / (w_4 + w_{4*})$. В такой форме локальная величина e_{CO} не зависит от давления СО, и определяется температурой газа T_g и давлениями кислорода и водяного пара. В газовом потоке T_{g0} , $P_{O_2}^0$, $P_{H_2O}^0$ заданы, и считаются постоянными. В переходном слое эти величины зависят от времени и радиальной координаты. На рис. 5 приведена величина e_{CO} , соответствующая параметрам газовой смеси у поверхности частицы и в топочном объеме (для давления пара $P_{H_2O}^0 = 30 \text{ кПа}$). Из него видно, что на той стадии горения частицы, где выделяется основная масса СО, эффективная теплота его сгорания у поверхности отличается от значения в объеме не более чем на 10 %. Поэтому, в расчетах используем значение e_{CO} , соответствующее заданным параметрам смеси в объеме.

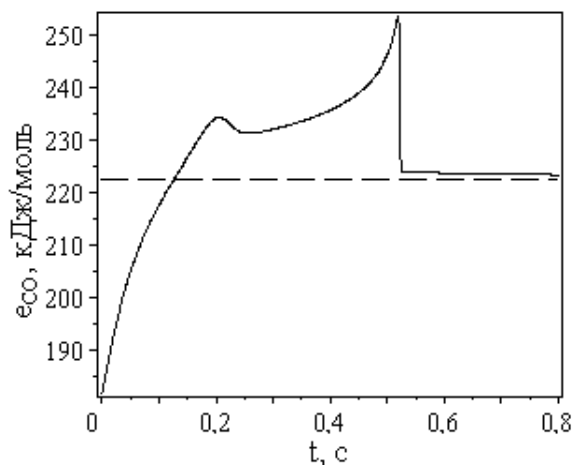


Рис. 5. Эффективная теплота сгорания угарного газа в смеси: сплошная линия — у поверхности частицы, пунктир — в газовом потоке

На рис. 6 показано изменение расчетной теплоты сгорания горючей массы топлива (сплошная линия) от содержания пара в потоке. Здесь же приведен вклад, вносимый в общий энерговыход горением СО в газовой фазе (пунктир) и температура частицы в момент достижения ею половины начального размера (штрих-пунктир, правая шкала). Следует учитывать, что при увеличении подачи воды (например, в составе ВУС) в топочный объем, реальное снижение теплоты сгорания будет больше, чем дают наши расчеты. Если, например, с 1 кг угольной пыли подается 0,5 кг воды, то на ее нагрев до кипения, испарение и нагрев пара до 1400 К потребуется примерно 1,2 МДж тепла.

Выводы

В работе разработана достаточно простая схема (включает только два ОДУ 1-го порядка), определяющая процесс газификации пылевидной коксовой частицы в зависимости от условий топочного процесса.

Для иллюстрации возможностей предлагаемой модели в работе рассчитана динамика и полное время τ_c выгорания частиц с исходным размером 50–300 мкм при разном содержании кислорода в камере сгорания, показано хорошее совпадение расчетного τ_c с

эмпирической зависимостью (8). Также, полученное расчетным путем значение удельной теплоты сгорания горючей массы кокса хорошо согласуется с табличной величиной.

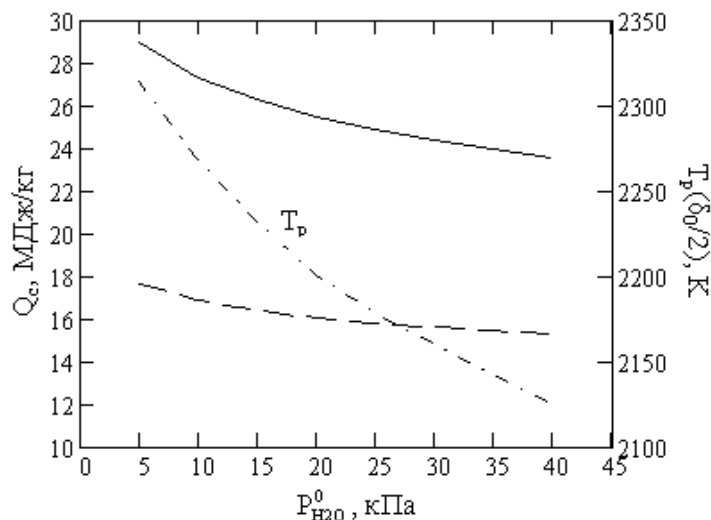


Рис. 6. Зависимость удельной теплоты сгорания топлива и характерной температуры частиц от содержания водяного пара.

Показано, что повышение содержания в топочном объеме водяного пара (за счет уменьшения количества азота) несущественно влияет на динамику выгорания коксовых частиц, но снижает их температуру и теплоту сгорания топлива.

Список литературы

1. Основы практической теории горения: Учебное пособие для вузов // Под ред. В. В. Померанцева. — Л.: Энергоатомиздат, 1986. — 312 с.
2. Бабий В. И., Куваев Ю. Ф. Горение угольной пыли и расчет пылеугольного факела. — М.: Энергоатомиздат, 1986. — 208 с.
3. Мурко В. И., Федяев В. И., Хмяляйнен В. А. Физико-технические основы водоугольного топлива. — Кемерово: Кузбассвуиздат, 2009. — 195 с.
4. Винтовкин А. А. Технологическое сжигание и использование топлива. Справочник. — М.: Теплотехник, 2005. — 288 с.
5. Асланян Г. С., Директор Л. Б. Численное исследование процессов тепло- и массообмена горячей угольной частицы // Теплофизика высоких температур. — 1991. — Т. 29, № 3. — С. 570–576.
6. Самуйлов Е. В., Фаминская М. В., Головина Е. С. Модель и расчет процесса газификации одиночной углеродной частицы // Физика горения и взрыва. — 2004. — Т. 40, № 1. — С. 86–94.
7. Гремячкин В. М. О кинетике гетерогенных реакций углерода с кислородом при горении пористых частиц углерода в кислороде // Физика горения и взрыва. — 2006. — Т. 42, № 3. — С. 11–22.
8. Делягин Г. Н. Вопросы теории горения водоугольной суспензии в потоке воздуха // Сжигание высокообводненного топлива в виде водоугольных суспензий. — М.: Наука, 1967. — С. 45–55.
9. Liu G.E., Law C.K. Combustion of coal-water slurry droplets // Fuel. — 1986. — V. 65. — P. 171–176.
10. Ahn K.Y., Baek S.W., Choi C.E. Investigation of a coal-water slurry droplet exposed to hot gas stream // Combust. Sci. and Tech. — 1994. — V. 97. — P. 429–447.
11. Акмен Р.Г. Топливо, основы теории горения и топочные устройства. — Харьков: НТУ «ХПИ», 2005. — 68 с.

12. Канторович Б.В. Введение в теорию горения и газификации твердого топлива. – М.: Metallurgizdat, 1960. – 356 с.
13. Головина Е.С. Высокотемпературное горение и газификация углерода. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 176 с.
14. Рид Р., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1971. – 704 с.
15. Enthalpy and Heat Capacity of Graphite // www.insc.anl.gov/matprop/graphite/ent_hc/sumscr.php.
16. Викторов М. М. Методы вычисления физико-химических величин и прикладные расчеты. – Л.: Химия, 1977. – 360 с.
17. Howard J.B., Williams G.C., and Fine D.H. Kinetics of Carbon Monoxide Oxidation in Postflame gases // 14th Int. Symp. on Combust., The Combust. Instit., PA. – 1973. – P. 975-986.
18. Jones W.P. and Lindstedt R.P. Global reaction schemes for hydrocarbon combustion // Combustion and Flame. – 1988. – V. 73. – P. 233–249.

MODELLING OF COMBUSTION OF A PULVERIZED COKE PARTICLE IN WATER VAPOUR ENVIRONMENT

Yu. M. KRUTOV, D. V. RESHETNYAK, I. I. TOKAREV

This article describes a mathematical model for calculating the quantitative characteristics of the combustion of a pulverized coke particle and influence of water vapour within the furnace volume on the combustion process. To test the proposed model there are calculated the dynamics and total time τ_c for combustion of the coke particles of the original size from 50-300 microns under different oxygen content in the combustion chamber. The close agreement between the calculated τ_c and experimental data is observed. Further, the heating value of coke combustible matter obtained by calculation is in good agreement with the table value. It is found that the increase in water vapour content within the furnace volume has an insignificant effect on the dynamics of combustion of coke particles, but reduces their temperature and heating value. The developed model can be used in coal-fired heat power industry for analysing the combustion peculiarities of pulverized coal fuel depending on the conditions of the burning process.

Поступила в редакцию 07.02 2013 г.